

МИНИСТЕРСТВО НАУКИ И ВЫСШЕГО ОБРАЗОВАНИЯ РОССИЙСКОЙ ФЕДЕРАЦИИ
федеральное государственное бюджетное образовательное учреждение высшего образования
«Тольяттинский государственный университет»

Институт химии и энергетики

(наименование института полностью)

Кафедра «Химическая технология и ресурсосбережение»

(наименование)

18.03.02 Энерго- и ресурсосберегающие процессы в химической технологии, нефтехимии
и биотехнологии

(код и наименование направления подготовки)

Рациональное природопользование, рециклинг и утилизация отходов

(направленность (профиль))

**ВЫПУСКНАЯ КВАЛИФИКАЦИОННАЯ РАБОТА
(БАКАЛАВРСКАЯ РАБОТА)**

на тему Оптимизация технологии очистки контактного газа при
производстве изобутилена

Обучающийся

М.С. Королева

(Инициалы Фамилия)

(личная подпись)

Руководитель

Ю.В. Чариков

(ученая степень (при наличии), ученое звание (при наличии), Инициалы Фамилия)

Тольятти 2023

Аннотация

Название выпускной квалификационной работы: «Оптимизация технологии очистки контактного газа при производстве изобутилена».

Выпускная работа состоит из введения, трех глав, заключения, 12 таблиц, 9 рисунков, списка литературы, включая 5 зарубежных источников.

Ключевым вопросом выпускной квалификационной работы является оптимизация технологии очистки контактного газа при производстве изобутилена. Особое внимание уделяется снижению объемов отходов, которые образуются при очистке газа.

Целью работы является снижение объема образования отходов при производстве изобутилена методом дегидрирования.

Выпускная квалификационная работа разделена на следующие логически взаимосвязанные части: анализ существующего метода дегидрирования изобутана в изобутилен; обоснование необходимости оптимизации данного процесса; выбор оборудования для оптимизации дегидрирования изобутана в изобутилен; материальный баланс и расчет оборудования; технологические и конструктивные решения;

В конце исследования делаются выводы о техническом эффекте оптимизации.

Abstract

Title of the final qualifying work is «Optimization of contact gas purification technology in the production of isobutylene».

The senior paper consists of an introduction, three chapters, a conclusion, 12 tables, 9 figures, a list of references, including 5 foreign sources.

The key issue of the thesis is the optimization of contact gas purification technology in the production of isobutylene. Reduce the amount of waste generated during gas purification.

The aim of the work is reducing the volume of waste generation in the production of isobutylene by dehydrogenation.

The thesis can be divided into the following logically interrelated parts: analysis of the existing method of dehydrogenation of isobutane into isobutylene; justification of the need to optimize this process; selection of equipment to optimize the dehydrogenation of isobutane into isobutylene; material balance and calculation of equipment; technological and design solutions;

At the end of the study, conclusions are drawn about the technical effect of optimization.

Содержание

Введение.....	5
1 Описание существующего технологического процесса получения изобутан – изобутиленовой фракции и изобутилена	6
1.1 Процесс дегидрирования изобутана на установке БК-2.....	6
1.2 Катализатор в процессе дегидрирования	10
2 Особенности процесса образования шлама, содержащего отработанный алюмохромовый катализатор.....	13
2.1 Описание существующего гидромеханического метода очистки контактного газа от катализаторной пыли	13
2.2 Захоронение отработанного алюмохромового катализатора в шламонакопителе.....	16
3 Технические решения	19
3.1 Описание предлагаемой технологической схемы газоочистки	19
3.2 Виды электрофильтров.....	23
3.3 Материальный баланс и расчёт электрофильтра.....	27
3.4 Сравнительные преимущества сухой и гидромеханической очистки газов от катализаторной пыли	44
Заключение	48
Список используемой литературы и используемых источников	49

Введение

Изобутилен – это бесцветный горючий газ, который получают путем дегидрирования изобутана. Реакция дегидрирования протекает при повышенной температуре и пониженном давлении. Дегидрирование изобутана в изобутилен происходит в реакторе при контакте с перегретым катализатором. Процесс организован по параллельно-периодической схеме. Стадии работы чередуются со стадиями регенерации катализатора, ввиду его закоксовывания. Получившийся в результате газ очищают гидромеханическим методом на установке БК2. Изобутилен, содержащийся во фракции, используется в производстве бутилкаучука и полиизобутилена как мономер в производстве изопрена, и как сырьё для производства метил-трет-бутилового эфира. При осуществлении процесса синтеза помимо получения реакционной массы содержащей целевой продукт, образуется шлам, содержащий в себе соединения алюминия и хрома. Утилизация этого отхода является сложной технической задачей и помимо прямых затрат энергетических и материальных ресурсов не может исключить нанесения ущерба окружающей среде. Шлам после первичного концентрирования размещается в шламохранилищах, что требует выделения значительных территории и, из-за длительности процесса биоремедиации, не решает проблему накопления данного вида отходов.

Целью бакалаврской работы является снижение образования отходов при производстве изобутилена методом дегидрирования.

Задачи бакалаврской работы:

- проанализировать процесс производства изобутилена и технологию очистки шламовой воды на примере установки БК-2;
- предложить технологию очистки контактного газа без использования гидромеханических методов;
- рассчитать материальный баланс нового процесса и основные параметры технологического оборудования.

1 Описание существующего технологического процесса получения изобутан – изобутиленовой фракции и изобутилена

1.1 Процесс дегидрирования изобутана на установке БК-2

Разберём подробно процесс получения изобутилена путём дегидрирования изобутана. Перед дегидрированием изобутан сырец поступает на установку предварительной ректификации. Здесь его концентрацию повышают до 99% и испаряют, а после, его пары перегревают. В трубчатой печи пары нагреваются до температуры свыше 400°C и подаются в реактор на дегидрирование. Дегидрирование изобутана в изобутилен осуществляется в зоне кипящего слоя мелкодисперсного катализатора. В результате дегидрирование в реакторе образуется контактный газ, содержащий около 40% изобутилена 45% изобутана, а также водород и небольшое количество побочных продуктов.

На рисунке 1 представлена технологическая схема дегидрирования изобутана на установке БК-2.

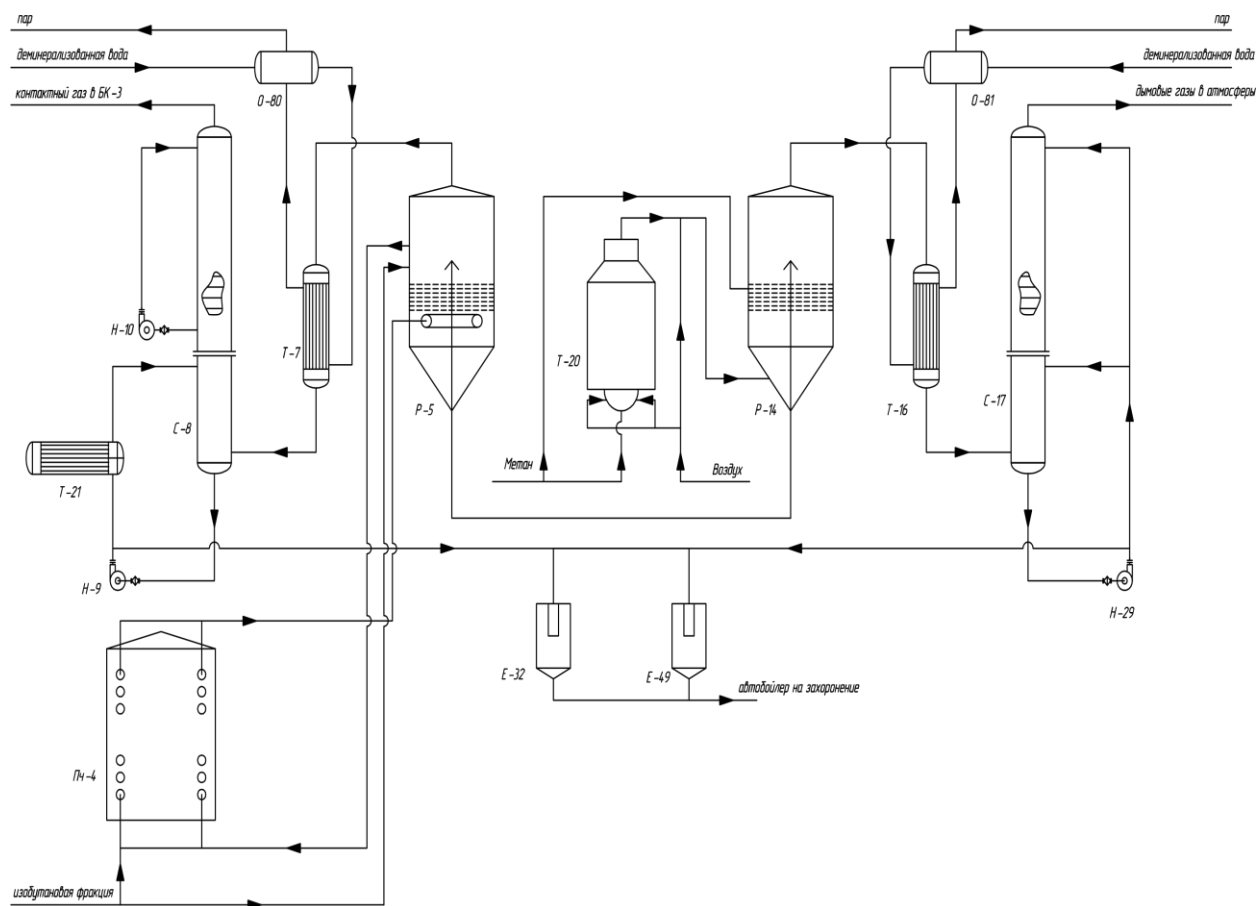


Рисунок 1 – Технологическая схема дегидрирования изобутана на установке БК2

«В реакторе Р-5 изобутановые пары движутся навстречу катализатору, который, находясь в псевдоожиженном состоянии, стекает вниз по десяти секционирующим решеткам. При контакте паров изобутана с катализатором проходит реакция дегидрирования изобутана в изобутилен» [2]. Эта реакция сопровождается поглощением тепла и понижением давления. Тепло для проведения реакции подводится из регенератора Р-14 (с перегретым катализатором и парами сырья из печи). При этом температура кипящего слоя около 600 °С. Под змеевиками заправки установлен отбойник, для равномерного распределения катализатора по сечению реактора. «Контактный газ, пройдя циклоны, очищается от катализаторной пыли и направляется в трубную часть котла-утилизатора Т-7, где охлаждается за счет испарения водяного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство котла-утилизатора. Катализаторная пыль по мере накопления через стояки циклонов

ссыпается на верхнюю решетку реактора.

При прохождении контактного газа через котел-утилизатор Т-7 мелкодисперсная катализаторная пыль оседает на стенках трубок котла, тем самым снижает теплопередачу и вызывает завышение температуры газа. Для очистки трубок котла от катализаторной пыли подаётся небольшое количество горячего катализатора из переточной линии в головку котла-утилизатора Т-7.

Из котла-утилизатора Т-7 контактный газ поступает в скруббер С-8, где орошается водой, для охлаждения до температуры не более 55°C и отмывки от катализаторной пыли. Для лучшей очистки контактного газа и его охлаждения в работу вступает второй скруббер С-8 неработающего блока.

Водяной конденсат из емкости Е-23 насосом Н-22 через паросборник О-80, подается в котел-утилизатор Т-7. В результате чего конденсат испаряется и образуется вторичный пар, который используется на технологические нужды.

Скруббер С-8 разделен глухой тарелкой на 2 контура, где нижний – с 4-мя тарелками, а верхний – с 10-ю тарелками. В нижнем каскаде происходит отмывка от катализаторной пыли за счет циркуляции воды, забираемой с низа скруббера насосом Н-9 и подаваемой под глухую тарелку. В циркулирующей по нижнему каскаду скруббера воде происходит накопление катализаторного шлама, поэтому часть воды из нижней части скруббера выводится на осаждение шлама в отстойник Е-32. После того, как шлам отстоялся, он выводится на полигон для захоронения.

Для дополнительного охлаждения контактного газа в скруббере С-8 подается шламовая вода насосом Н-9 по нижнему каскаду через холодильник Т-21» [2]. Для улучшения отмывки контактного газа от катализаторной пыли и его охлаждения при работе блока на высоких нагрузках имеется возможность подачи контактного газа параллельно во второй скруббер С-8 резервного блока. В процессе дегидрирования изобутана кроме основной реакции протекают и побочные, где изобутилен разлагается до углерода. «Восстановление активности катализатора, его регенерация, осуществляется

путем выжиг кокса в регенераторе. В регенератор закоксованный катализатор попадает из реактора, где отпариваются увлеченные катализатором легкие углеводороды. Регенерированный катализатор возвращается в реактор, причем он (катализатор) одновременно служит основным источником тепла для эндотермической реакции крекинга. Образующиеся при регенерации дымовые газы, пройдя отстойную зону и циклоны регенератора, при температуре более 600 °С направляются в котел-утилизатор, где их тепло используется для получения пара промышленных параметров.

Восстановление активности катализатор в значительной степени зависит от соблюдения правил проведения регенерации и в первую очередь от ведения температурного режима в течение всего цикла процесса» [2].

В регенераторе происходит сложный процесс восстановления активности катализатора. Он складывается из трех стадий:

- выжиг кокса,
- окисление катализатора,
- восстановление катализатора.

Количество тепла, которое выделяется при сгорании кокса недостаточно для обеспечения необходимой температуры катализатора, поэтому в регенератор подается природный газ. «Для сжигания природного газа предназначены три комбинированные и три газовые форсунки, которые установлены в нижней части регенератора. В нижней части регенератора установлен восстановительный стакан, в котором находится два маточника. В них подается азот или природный газ.

Регенерированный и окисленный катализатор поступает в восстановительный стакан регенератора, где за счет подаваемого природного газа-восстановителя происходит восстановление катализатора.

Транспортировка катализатора из регенератора в реактор осуществляется по U-образной переточной трубе за счет подачи природного газа, воздуха, ингаза и паров углеводородов после змеевиков заделки. Газы регенерации, образующиеся в результате сгорания кокса, топлива, в

результате восстановления катализатора проходят две ступени циклонов, которые расположены в верхней части регенератора, где отделяется катализаторная пыль. Уловленная в циклонах катализаторная пыль по мере накопления через стояки циклонов ссыпается на верхнюю решетку регенератора. Далее газы регенерации поступают в трубное пространство котла-утилизатора Т-16, где охлаждаются за счет испарения водяного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство котла-утилизатора из емкости Е-23 насосом Н-22 через паросборник О-81. Пар из паросборника О-81 поступает через регулятор давления в коллектор вторичного пара для использования его на технологические нужды установок БК-2 и БК-3. При прохождении газов регенерации через котел-утилизатор Т-16 мелкодисперсная катализаторная пыль оседает на стенках трубок котла, что снижает теплопередачу и вызывает завышение температуры газа. Для очистки трубок котла от катализаторной пыли имеется возможность подачи небольшого количества горячего катализатора из линии перетока в поток газа регенерации в головку котлаутилизатора Т-16.

Из котлов-утилизаторов Т-16 газы регенерации поступают в скруббер С-17, где осуществляется полная очистка от катализаторной пыли и охлаждение газа. После скруббера С-17 газы регенерации выбрасываются в атмосферу» [2].

1.2 Катализатор в процессе дегидрирования

«Катализаторы дегидрирования ускоряют отщепление водорода от органических соединений. К ним относятся различные твердые вещества, которые по составу можно разделить на следующие группы:

- оксиды щелочно - земельные, переходных элементов и РЗЭ, например, Са, Zn, Ti, Zr, Cr, Mn, Fe, Mo, Th - катализаторы дегидрирования спиртов, парафинов, олефинов, циклоалканов, циклоалкенов, гетероциклические соединения;

- сульфиды, теллуриды, стибиды, арсениды, селениды Mo, Ca, Zn, Cd, Zr, Ga, Pb, Cr, Ni, Mo, Re и др. - катализаторы дегидрирования спиртов и циклоалканов;

- бориды, нитриды, карбиды, силициды, фосфиды V, Zr, Ti, Cr, Mo, W - катализаторы дегидрирования циклоалканов;

- металлы - Ni, Si, Rh, Ir, Re, Os, Ru, Pd, Pt - К.д. спиртов, циклоалканов, нафтен, парафинов, олефинов, гетероциклических соединений.

Катализаторы перечисленных классов используются в основном в теоретических исследованиях для установления связи между их физико-химическими и каталитическими свойствами. При проведении промышленных процессов всегда используют многокомпонентные каталитические системы. В промышленности для дегидрирования линейных и разветвленных алканов в олефины используют обычно алюмохромовые, алюмомолибденовые и алюмоплатиновые катализаторы» [8], [21].

Наиболее распространенными являются алюмохромовые катализаторы КДМИ и М-2201. От их качества зависит и качество выпускаемой продукции, а также работа оборудования в целом. Алюмохромовые катализаторы изготавливаются по следующей технологии: «Гранулы оксида алюминия пропитывают растворами соединений хрома, осаждением гидроксидов хрома и алюминия аммиаком из растворов солей, смешением высокодисперсных кристаллических соединений оксидов хрома и алюминия» [8], [23].

В таблице 1 представлено сравнительное техническое описание алюмохромовых катализаторов.

Таблица 1 - Сравнительное техническое описание алюмохромовых катализаторов

Внешний вид	Наименование катализатора	
Порошок серо-зеленого цвета	ИМ-2201	КДМ
Насыпная плотность, г/см ³	1,0-1,4	1,0-1,4
Механическая прочность, %	не менее 72	не менее 92
Удельная поверхность, м ² /г	30-60	120±30
Каталитические свойства: - выход непредельных у/в С ₄ на пропущенный н-бутан, % - выход непредельных у/в С ₄ на разложенный н-бутан, %		
	не менее 39,0	не менее 47,0
	не менее 80,0	не менее 86,0
Массовая доля хрома (VI) в пересчете на оксид хрома (VI), %	1,0-2,0	4,0
Массовая доля фракции менее 71 мкм, %	не более 40	не более 40,0
71-90 мкм, %	-	не более 45,0
более 90 мкм, %	-	остальное

«Срок использования алюмохромовых катализаторов определяет термостабильность и механическая прочность. Завершение срока эксплуатации приводит к его механическому разрушению» [11], [22].

Вывод: катализатор является ценным расходным материалом. С точки зрения оптимизации технологии дегидрирования стоит максимизировать срок его пробега и снижать расходные нормы на получение тонны продукции. Технология очистки газов мокрым способом, применяемая в установке дегидрирования изобутановой фракции, приводит к образованию жидких отходов, что несет не только негативный экологический эффект, связанный с проблемами утилизации, но и ведет к увеличенному потреблению катализатора.

2 Особенности процесса образования шлама, содержащего отработанный алюмохромовый катализатор

2.1 Описание существующего гидромеханического метода очистки контактного газа от катализаторной пыли

«При очистке газа от катализаторной пыли при дегидрировании изобутана в изобутилен образуется более 2064 тонн/год отходов в виде отработанного микросферического алюмохромового шлама. Данные отходы расположены в отстойнике в водной среде и относятся к 4 классу опасности, из-за наличия в его составе хрома. Складирование, вывоз, утилизация и захоронение таких отходов причиняют вред окружающей среде, а также, являются экономически не выгодными» [16].

Проанализировав результаты анализов шламовой и осветленной циркуляционной воды, на основании аналитического контроля, можно сделать выводы о том, что установка БК-2 остро нуждается в новых технологиях для очистки контактного газа без использования гидромеханических методов.

«Контактный газ охлаждается в котле-утилизаторе до температуры 300 - 350°C и поступает в нижнюю часть скруббера. Здесь контактный газ орошается циркуляционной водой и очищается от катализаторной пыли, после чего проходит через глухую тарелку в верхнюю часть скруббера и циркуляционной водой охлаждается до температуры 70°C» [5].

На рисунке 2 представлена схема очистки контактного газа в скруббере.

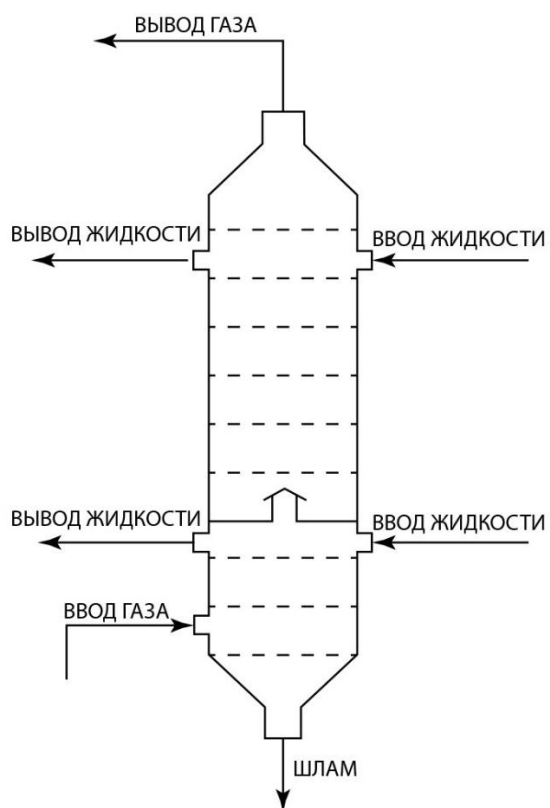


Рисунок 2 – Очистка контактного газа в тарельчатом двухзонном скруббере

В таблице 2 представим тарельчатый скруббер и его характеристики.

Таблица 2 – Характеристики тарельчатого скруббера

Тарельчатый скруббер	Характеристики
Вертикальный цилиндрический аппарат	Внутри имеется глухая тарелка, разбивающая аппарат на 2 зоны. Верхняя зона имеет 10 колосниковых решеток с живым сечением 20,3%. Нижняя зона имеет 4 решетки с живым сечением 25%
Диаметр	2600 мм
Высота цилиндрической части	17255 мм
Объем	96,5 м ³
Расчетное давление	6 кгс/см ²
Расчетная температура	45-350 °С
Разрешенное давление аппарата	0,7 кгс/см ²

Далее, часть воды отводится в отстойники для отстоя катализаторного шлама. На рисунке 3 представлена схема отстойника.

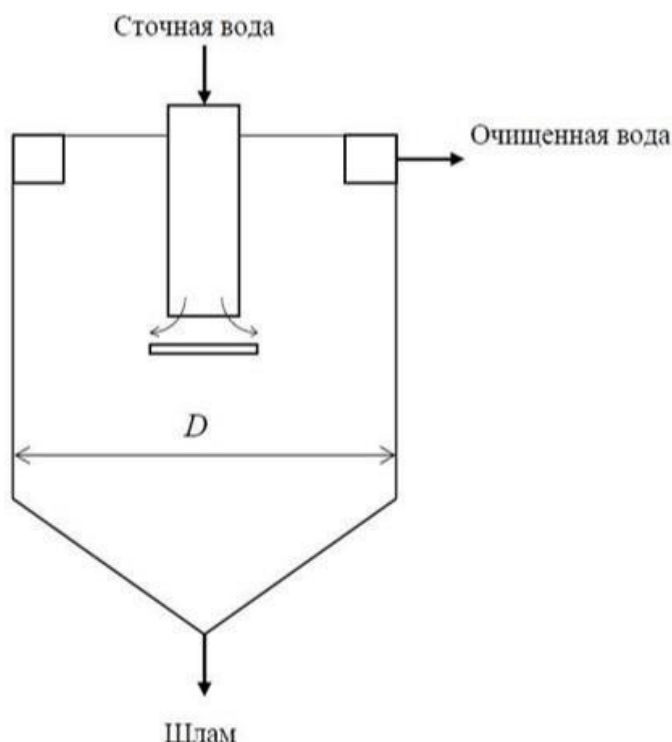


Рисунок 3 – Схема вертикального отстойника

На установке БК-2 для отстаивания шлама и осаждения взвешенных частиц циркуляционной шламовой воды, используется отстойник вертикального типа.

«Шламовая вода поступает в нижнюю часть отстойника и движется вертикально вверх. Взвешенные частицы, за счёт своего веса, оседают на дно. Осветленная вода по трубопроводу выводится из отстойника в циркуляционную систему, а осадок в виде шлама под гидростатическим давлением удаляется из конусной части по трубе и вывозится автобойлером на шламополигон для захоронения. Из-за повышенной нагрузки на оборудование, отстойник не справляется с большим количеством взвешенных частиц, из-за чего очистка шламовой воды становится менее качественной. Частицы, которые должны осесть в отстойнике, попадают в циркуляционную

систему и продолжают свой путь с осветленной водой» [2].

2.2 Захоронение отработанного алюмохромового катализатора в шламонакопителе.

«Шламонакопитель использовался с 1992 года с целью размещения производственных отходов "Синтезкаучука". Объект представляет собой котлован глубиной семь метров, его дно и стенки защищены специальным экраном из полимерной пленки. Полезный объем сооружения составляет 28,8 тыс. кубометров» [13]. Данный шламонакопитель позволяет осуществить захоронение отработанных алюмохромовых катализаторов.

«Захоронение отработанных алюмохромовых катализаторов негативно влияет на окружающую среду, так как в состав отработанного алюмохромового катализатора входит алюминий и хром. По данным технологического регламента на настоящий момент примерно, в 100 тысячах тонн отработанного алюмохромового катализатора содержится 42,5 тысяч тонн алюминия и до 10 тысяч тонн хрома» [4, 9].

«После заполнения шламонакопителя отходами было принято решение о его консервации. С этой целью были проведены работы по отсыпке котлована, нанесению на его поверхность грунта общей толщиной более двух метров и дополнительному укреплению битумной эмульсией с добавлением цемента. По периметру объекта был нанесен плодородный слой грунта в объеме 184 кубометров, вокруг шламохранилища установлено ограждение, смонтирована система круглосуточного видеонаблюдения» [13].

В процессе дегидрирования парафиновых углеводородов образуется отработанный алюмохромовый катализатор ИМ-2201 в форме шлама, который складывается в шламонакопителе. Большинство ранее построенных 17 хранилищ и отведённые зоны под «промзахоронения» исчерпали свои возможности. Стоимость строительства новых полигонов будет составлять до 40 млн. рублей и более инвестиций [15].

Информация по динамике образования и составу отработанного алюмохромового шлама, вывозимого на захоронение, представлены в таблице 3.

Таблица 3 - Характеристики отработанного алюмохромового шлама

Наименование отхода, отделение, аппарат	Место складирования отходов	Количество отходов, м/год	Периодичность образования отходов	Характеристика отходов		
				Химический состав, влажность, %	Физические показатели, плотность, г/см ³	класс опасности
Отходы алюмохромового катализатора при мокрой очистке газов дегидрирования углеводородного сырья для получения мономеров в производстве каучуков синтетических из скрубберов С-8, С-17.	Емкости Е-32, Е-33, Е-49. Вывозится автобойлером в шламохранилище для размещения отработанного алюмохромового катализатора.	3002,3	Образование - непрерывное, Вывоз - периодически	Вода - 55,75% Алюминия оксид - 27,44% Калий оксид - 9,45% Хром оксид (III) - 7,36%	Жидкость, водно-шламовая суспензия, плотность 1,22-1,34т/м ³	4

Загрязнение почв хромом негативно влияет на их биохимическую активность, жизнедеятельность микрофлоры. Загрязнение грунтовых вод соединениями хрома является очень опасным.

Шламонакопитель с учетом высокой производительности установки, быстро заполняется, а новое сооружение требует больших финансовых затрат. Оптимальным решением проблемы будет изменение технологии очистки газов установки, исключающее образование жидкофазных отходов, требующих захоронения [10].

«В промышленности хромсодержащие отходы (отработанные алюмохромовые катализаторы) относятся к группе токсичных отходов. Сам по

себе трёхвалентный хром не является канцерогеном, но в условиях окисления при хлорировании он переходит в шестивалентный и становится ген токсичным для организма. Хром оказывает раздражающее, прижигающее воздействие, имеет сенсibilизирующие и канцерогенные качества, вызывает мутагенные гены, а токсическое воздействие выражено слабо. Если сравнивать шестивалентный хром с трехвалентным, то первый имеет более выраженные токсическими и аллергенными свойствами» [2].

Применение алюмохромовых катализаторов предполагает повышенные меры промышленной безопасности при обращении с ним. Их токсичность (КДМ, ИМ-2201 и др.) объясняется присутствием оксида хрома (VI) где количество не более 4% и класс опасности 1 по ГН 2.2.1.1313-03. Предельно допустимая концентрация оксида хрома (VI) низкая, так как он имеет канцерогенные действия [6].

В целом отходы алюмохромового катализатора при мокрой очистке газов дегидрирования углеводородного сырья для получения мономеров в производстве каучуков синтетических являются отходом 4 класса опасности и классифицируются по ФККО 3 16 010 71 39 4.

Вывод: Создание замкнутых технологических циклов является наиболее совершенным способом организации технологических цепочек. При этом исключается или значительно сокращается объем образования отходов. С этой точки зрения, технология производства изобутилена дегидрированием изобутана имеет потенциал для совершенствования за счет сокращения образования отходов. Контактный газ, выходящий из реактора Р-5 и дымовые газы, покидающие регенератор Р-14 могут быть очищены от катализаторной пыли сухим способом. Что позволит исключить образование шлама и вернуть в технологический процесс катализатор.

3 Технические решения

3.1 Описание предлагаемой технологической схемы газоочистки

«Основной недостаток этого способа газоочистки — образование больших объёмов шлама. Действие аппаратов мокрой очистки газов основано на захвате частиц пыли жидкостью, которая уносит их из аппаратов в виде шлама. Процесс улавливания в мокрых пылеуловителях улучшается из-за конденсационного эффекта - укрупнение частиц пыли за счёт конденсации на них водяных паров. Недостатком скруббера является дополнительный расход электроэнергии на насосы, подачу воды и газа. Проблемой, связанной с использованием насадочных промывателей при обработке запыленных газов, является частая забивка насадки» [12]. Альтернативой описанному способу является использование электрофильтров.

«В электрофильтре очистка газов от твердых и жидких частиц происходит под действием электрических сил. Частицам сообщается электрический заряд, и они под действием электрического поля осаждаются из газового потока. Процесс обеспыливания в электрофильтре состоит из следующих стадий: пылевые частицы, проходя с потоком газа электрическое поле, получают заряд; заряженные частицы перемещаются к электродам с противоположным знаком; осаждаются на этих электродах; удаляется пыль, осевшая на электродах.

Основными элементами электрофильтра являются коронирующий и осадительный электроды. Первый электрод в простейшем виде представляет собой проволоку, натянутую в трубке или между пластинами, второй представляет собой поверхность трубки или пластины, окружающей коронирующий электрод. На коронирующие электроды подается постоянный ток высокого напряжения 30-60 кВ. Коронирующий электрод обычно имеет отрицательную полярность, осадительный электрод заземлен. Это объясняется тем, что корона при такой полярности более устойчива, подвижность отрицательных ионов выше, чем положительных. Последнее

обстоятельство связано с ускорением зарядки пылевых частиц.

Частицы сильно заряжаются на первых 100 - 200 мм пути и смещаются к заземленным осадительным электродам под воздействием интенсивного поля короны. Процесс в целом протекает очень быстро, на полное осаждение частиц требуется всего несколько секунд. По мере накопления частиц на электродах их стряхивают или смывают.

Очень важным фактором, связанным практически со всем процессом электроосаждения, является скорость газового потока. От нее непосредственно зависят время пребывания частиц в аппарате и его габариты.

Определенное влияние на эффективность обработки газов оказывают конструктивные особенности тех или иных типов электрофильтров.

Электрофильтры работают как под разрежением, так и под избыточным давлением. Система пылеулавливания, в которой применен электрофильтр, может быть полностью автоматизирована» [14].

На рисунке 11 представлена оптимизированная технологическая схема дегидрирования изобутана на установке БК-2.

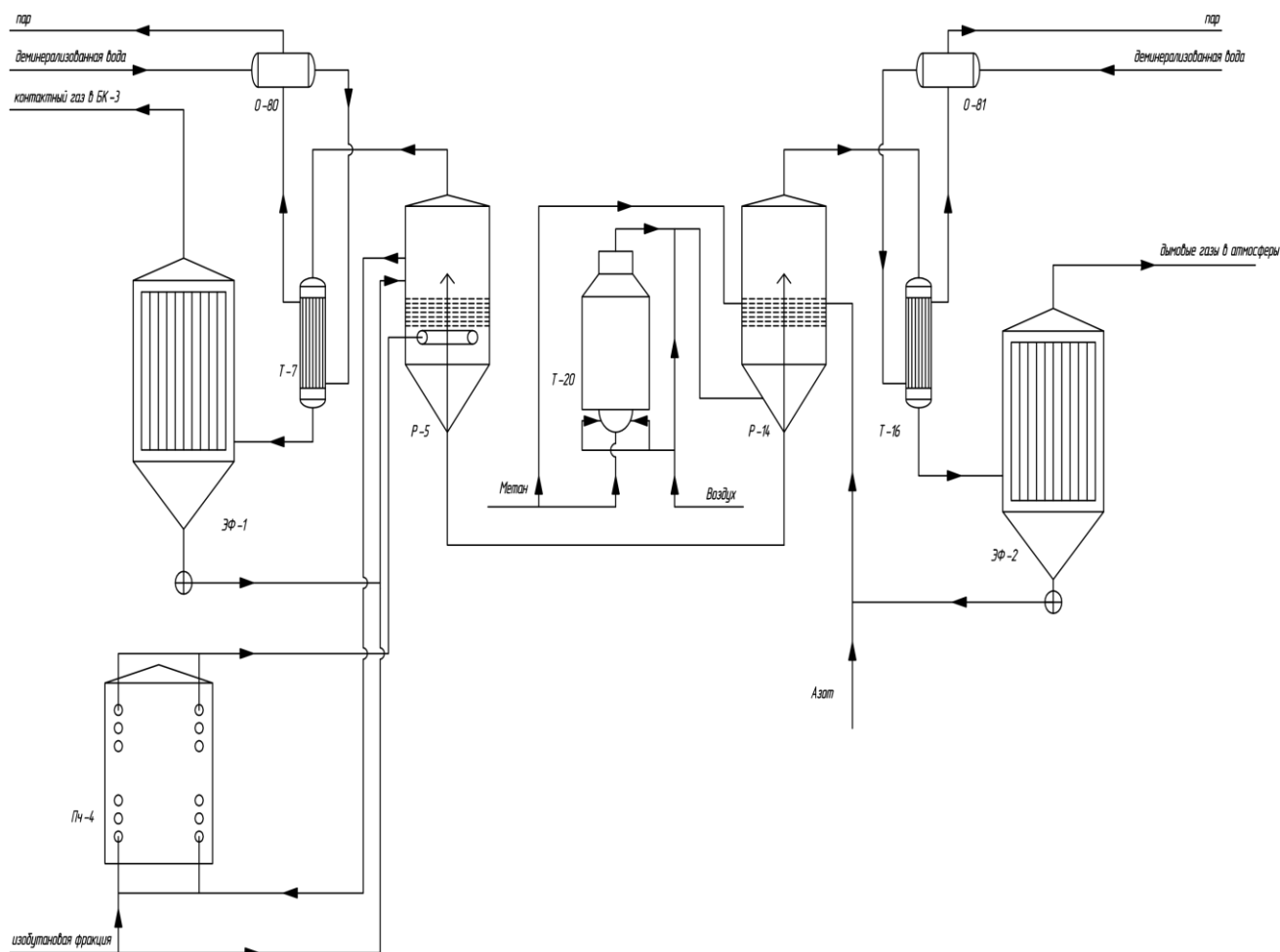


Рисунок 4 – Оптимизированная технологическая схема дегидрирования изобутана на установке БК2

Замена гидромеханического цикла очистки на сухой, с использованием электрофильтров, должна привести к желаемому результату в виде снижения образования отходов при производстве изобутилена методом дегидрирования.

Данный процесс протекает изначально также, как и в схеме с применением гидромеханической очистки. «В реакторе Р-5 изобутановые пары движутся навстречу катализатору, который, находясь в псевдосжиженном состоянии, стекает вниз по десяти секционирующим решеткам. При контакте паров изобутана с катализатором проходит реакция дегидрирования изобутана в изобутилен. Эта реакция сопровождается поглощением тепла и понижением давления. Тепло для проведения реакции подводится из регенератора Р-14 с перегретым катализатором и парами сырья

из печи. При этом температура кипящего слоя около 600 °С. Под змеевиками заделки установлен отбойник, для равномерного распределения катализатора по сечению реактора. Контактный газ, пройдя циклоны, очищается от катализаторной пыли и направляется в трубную часть котла-утилизатора Т-7, где охлаждается за счет испарения водяного конденсата, подаваемого в межтрубное пространство котла-утилизатора. Катализаторная пыль по мере накопления через стояки циклонов ссыпается на верхнюю решетку реактора.

При прохождении контактного газа через котел-утилизатор Т-7 мелкодисперсная катализаторная пыль оседает на стенках трубок котла, тем самым снижает теплопередачу и вызывает завышение температуры газа. Для очистки трубок котла от катализаторной пыли подается небольшое количество горячего катализатора из переточной линии в головку котла-утилизатора Т-7» [2].

Из котла-утилизатора Т-7 контактный газ поступает в электрофильтр ЭФ-1, где контактный газ очищается от катализаторной пыли, за счет действия электрических сил. Катализаторная пыль оседает на пластинах пластинчатого электрофильтра ЭФ-1 [17]. Для улучшения очистки контактного газа от катализаторной пыли при работе блока на высоких нагрузках имеется возможность подачи контактного газа параллельно во второй электрофильтр ЭФ-1/2 резервного блока. Разложение изобутилена до углерода является одной из побочных реакций при дегидрировании изобутана. «Углерод (кокс) отлагается в порах катализатора и на его поверхности, что снижает его активность. Для восстановления его активности проводится регенерация катализатора в регенераторе Р-14, куда он поступает по переточной линии из нижней части реактора через десорбирующий стакан. В десорбирующий стакан подается азот для удаления с поверхности катализатора адсорбированных углеводородов. Для предотвращения образования кокса вокруг транспортной трубы установлена защитная гильза, в которую подается ингаз. Далее, газы регенерации поступают в трубное пространство котла-утилизатора Т-16, где охлаждаются за счет испарения водяного конденсата,

подаваемого в межтрубное пространство котлаутилизатора из емкости Е-23 насосом Н-22 через паросборник О-81. Пар из паросборника О-81 поступает через регулятор давления в коллектор вторичного пара для использования его на технологические нужды. При прохождении газов регенерации через котел-утилизатор Т-16 мелкодисперсная катализаторная пыль оседает на стенках трубок котла, тем самым снижая теплопередачу и вызывая завышенное значение температуры газа. Для очистки трубок котла от катализаторной пыли имеется возможность подачи небольшого количества горячего катализатора из линии перетока в поток газа регенерации в головку котлаутилизатора Т-16» [2].

Из котлов-утилизаторов Т-16 газы регенерации поступают в электрофильтр ЭФ-2, где происходит полная очистка от катализаторной пыли. После электрофильтра ЭФ-2 газы регенерации выбрасываются в атмосферу [18].

3.2 Виды электрофильтров

«По типу направления движения газа различают вертикальные и горизонтальные электрофильтры, а по форме электродов на пластинчатые и трубчатые. Пластинчатые электрофильтры применяют для очищения газа от твердых и жидких частиц под воздействием электрического тока. Он представляет собой камеру, в которой на равном расстоянии друг от друга установлены металлические вертикальные листы — пластины, между которыми находятся провода. Преимуществами пластинчатых электрофильтров являются: компактность, большая простота монтажа, удобство отряхивания электродов и возможность увеличивать до известной степени производительность камеры, не прибегая к увеличению ее размеров. А также он более доступный для удаления осажденной пыли. В зависимости от направления движения газа пластинчатый электрофильтры подразделяются на вертикальные и горизонтальные» [7].

«В трубчатых электрофильтрах процесс основан на ударной ионизации газа в электрическом поле (в зоне коронирующего разряда). На корпус подают положительный полюс источника тока, на проволоку - отрицательный. Энергия между электродами - 50-100 кВ. Проволока является коронирующим электродом, а корпус - осадительным.

Пластинчатые электрофильтры состоят из рядов пластин с проволоками. Основной процесс фильтрования основан на передаче зарядов ионов частицам примеси с дальнейшим осаждением последних на осадительных и коронирующих электродах.

Можно выделить основные плюсы электрофильтров в виде высокой степени очистки для мелкодисперсных примесей, низком гидравлическом сопротивлении аппарата и возможности очистки горячих газов температурой до 600°C» [12].

На рисунке 5 представлен горизонтальный пластинчатый электрофильтр, а на рисунке 6 представлен вертикальный пластинчатый электрофильтр.

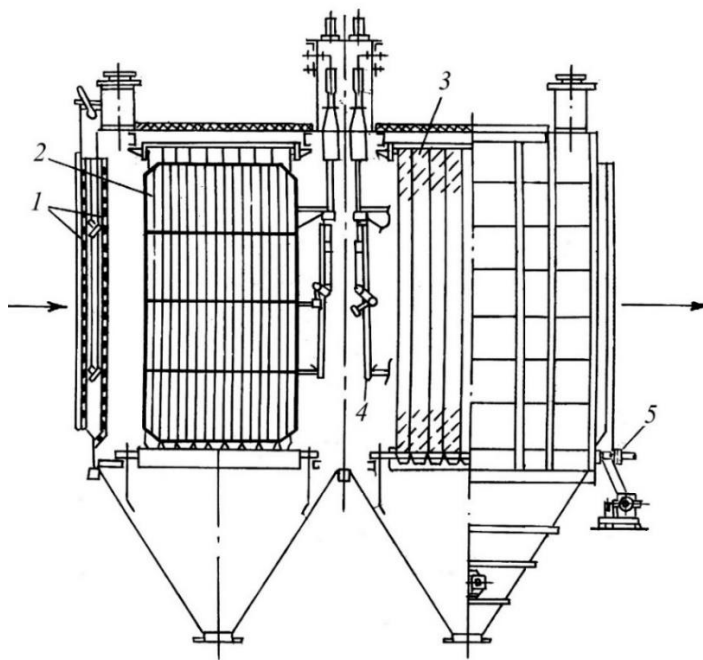


Рисунок 5 – Горизонтальный пластинчатый электрофильтр

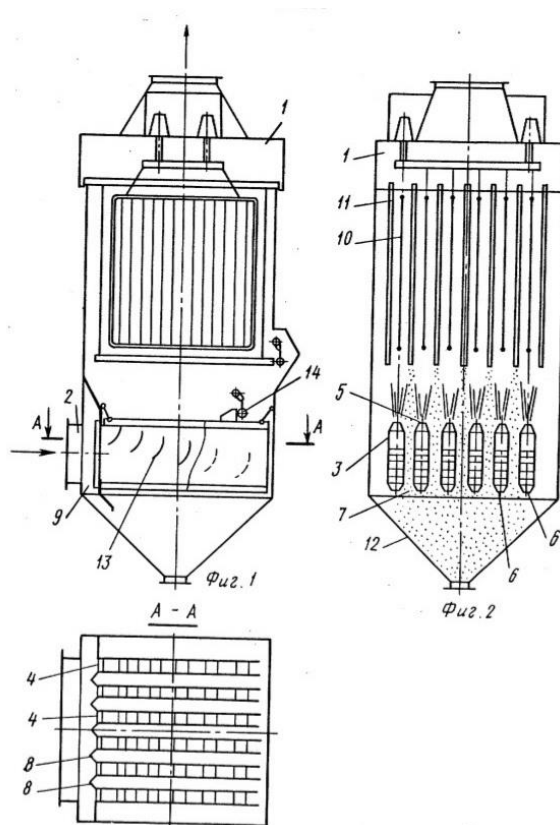


Рисунок 6 – Вертикальный пластинчатый электрофильтр [19]

«По форме электродов электрофильтры делятся на трубчатые и пластинчатые, а в зависимости от влажности газового потока – на сухие и мокрые. В сухих электрофильтрах очистка газа происходит при температуре выше точки росы и улавливается сухая пыль. Мокрые электрофильтры предназначены для удаления влажной пыли, а также для осаждения взвешенных в газе капель жидкости» [14].

На рисунке 7 представлен трубчатый электрофильтр.

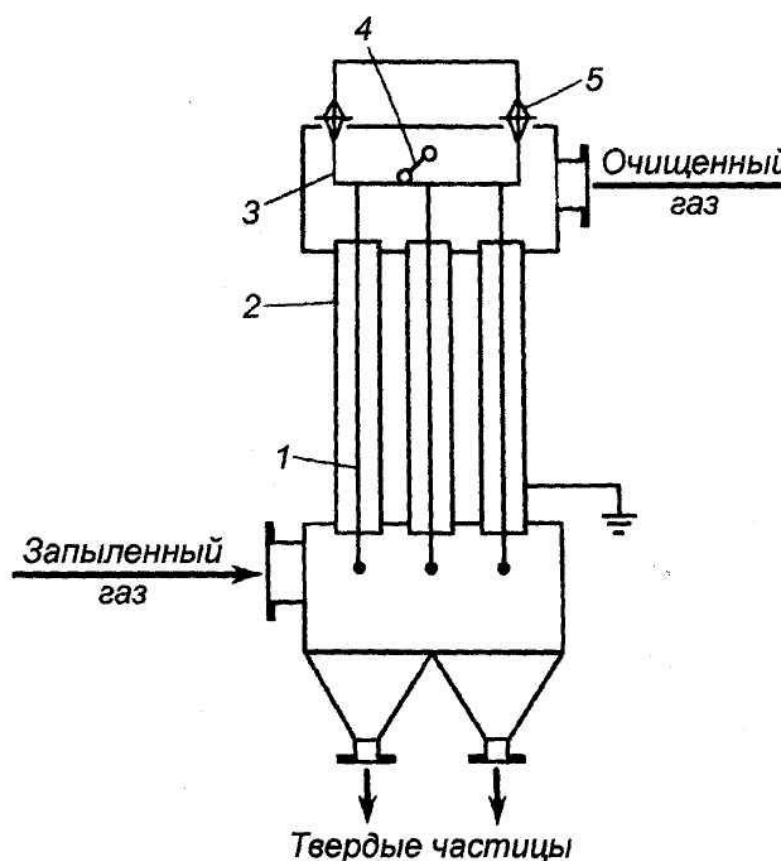


Рисунок 7 – Трубчатый электрофильтр

В трубчатых электрофильтрах в качестве электродов осадительных применяются трубы из металла, а коронирующих – проволока. Она натягивается на основу трубы.

При выборе конструкции электрофильтра решающими являются такие факторы, как все свойства газа (химический состав, температура, давление и влажность), подлежащего очистке, заданная полнота его очистки, а также свойства находящейся в газе дисперсной фазы (концентрация, дисперсность и электропроводность) и так далее [3].

Пластинчатые электрофильтры перед трубчатыми устройствами имеют некоторые преимущества. «Пластинчатые электрофильтры менее металлоемки, более компактны, проще в монтаже и доступнее для удаления осажденной пыли. Преимуществом трубчатых электрофильтров является возможность использования большего напряжения электрического поля и

достижения, следовательно, более высокой удельной производительности» [20].

Делая вывод из всего вышесказанного, для нашей выпускной квалификационной работы мы выбираем в технологическую схему установки БК-2 пластинчатый электрофильтр. Данный вид электрофильтра наиболее качественно очистит контактный газ от катализаторной пыли.

3.3 Материальный баланс и расчёт электрофильтра

Материальный баланс:

Исходя из данных о нормативах образования отходов и составе шлама (таблица 3 в п. 2.2) найдем массовые расходы катализаторной пыли, выходящей из реактора по формуле 1:

$$G_i^{\text{год}} = G_{\text{шлам}}^{\text{год}} \cdot x_i \quad (1)$$

Рассчитаем массовые расходы катализаторной пыли по формуле (1):

$$G_{\text{Al}_2\text{O}_3}^{\text{год}} = 3002,3 \cdot 0,2744 = 832,8 \text{ т/год}$$

$$G_{\text{K}_2\text{O}}^{\text{год}} = 3002,3 \cdot 0,0945 = 283,7 \text{ т/год}$$

$$G_{\text{Cr}_2\text{O}_3}^{\text{год}} = 3002,3 \cdot 0,0736 = 220,97 \text{ т/год}$$

Пересчитаем годовые массовые расходы в часовые для удобства расчета материального баланса процесса, исходя из часового цикла работы 8300 ч/год по формуле 2:

$$G_i^{\text{час}} = G_i^{\text{год}} / 8300 \quad (2)$$

Пересчитываем годовые массовые расходы в часовые по формуле (2):

$$G_{\text{Al}_2\text{O}_3}^{\text{час}} = 823,8/8300 = 0,0992 \text{ т/час}$$

$$G_{\text{K}_2\text{O}}^{\text{час}} = 283,7/8300 = 0,0341 \text{ т/час}$$

$$G_{\text{Cr}_2\text{O}_3}^{\text{час}} = 220,97/8300 = 0,0266 \text{ т/час}$$

Расходы по газовой фазе, входящей в реактор, примем по данным технологического регламента. Схема материальных потоков электрофильтра приведена на рисунке 8.

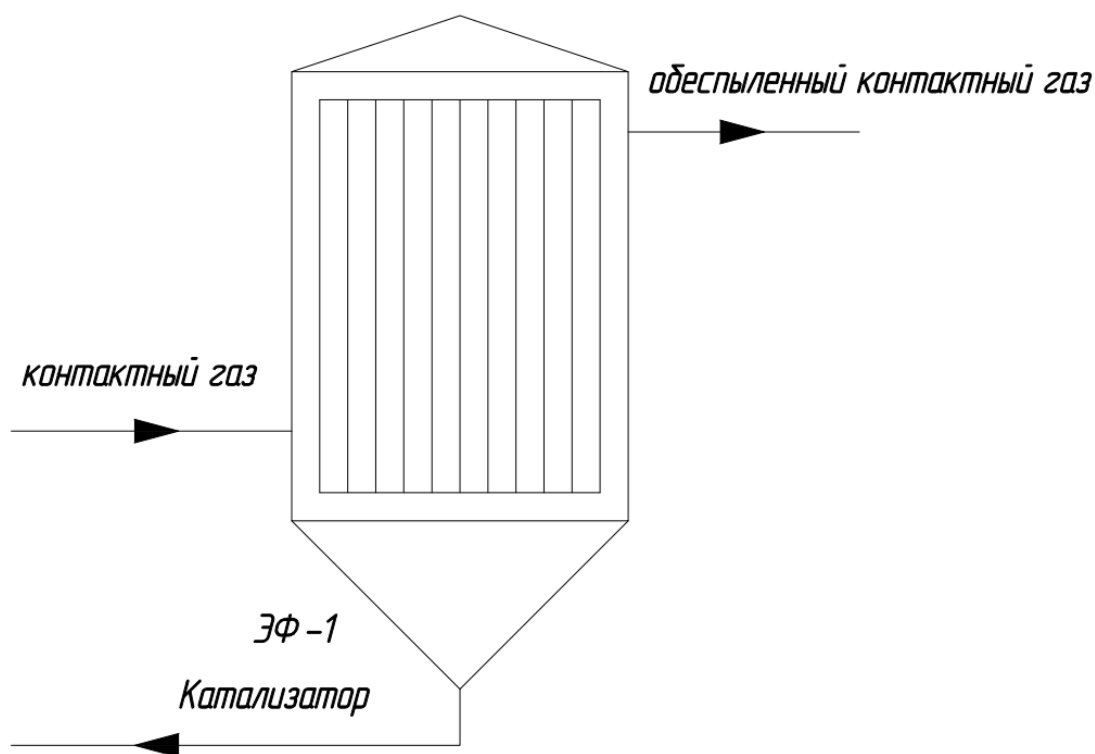


Рисунок – 8 Схема материальных потоков электрофильтра

Материальный баланс представим в таблице 4.

Таблица 4 - Материальный баланс электрофилтра ЭФ-1

Компоненты	Контактный газ, кг/ч	Обеспыленный контактный газ, кг/ч	Катализатор, кг/ч
H ₂ O	15,38	15,38	-
H	522,56	522,56	-
CH ₄	849,28	849,28	-
CO	242,52	242,52	-
CO ₂	193,12	193,12	-
N ₂	742,23	742,23	-
Фракция C ₂	119,86	119,86	-
C ₃ H ₈ , CH ₃ CH ₂ CH ₃	607,33	607,33	-
C ₃ H ₆	478,09	478,09	-
(CH ₃) ₃ CH	14341,48	14341,48	-
(CH ₃) ₂ C=CH ₂	12075,97	12075,97	-
C ₄ H ₁₀	154,79	154,79	-
C ₄ H ₈	53,64	53,64	-
Транс-2-бутен	63,4	63,4	-
Цис-2-бутен	45,52	45,52	-
Бутадиен C ₄ H ₆	13,22	13,22	-
Метанол, ТМК C ₅ H ₁₂ O			
Т.О. (C ₅ и выше)	130,20	130,20	-
Al ₂ O ₃	99,2	0,2	99,0
K ₂ O	34,1	0,1	34,0
Cr ₂ O ₃	26,6	0,05	26,5
Итого	30808,49	30648,79	159,7

Рассчитаем молярный расход контактного газа по формуле 3:

$$V_{\text{мол}} = \sum_{i=1}^n G_i / M_i \quad (3)$$

Рассчитаем молярный расход по формуле (3):

$$V_{\text{мол}} = \frac{30648,58}{15,38} + \frac{30648,58}{522,56} + \frac{30648,58}{849,28} + \frac{30648,58}{242,52} + \frac{30648,58}{193,12} +$$

$$+ \frac{30648,58}{742,23} + \frac{30648,58}{607,33} + \frac{30648,58}{478,09} + \frac{30648,58}{14341,48} + \frac{30648,58}{12075,97} + \frac{30648,58}{154,79} +$$

$$+ \frac{30648,58}{53,64} + \frac{30648,58}{63,4} + \frac{30648,58}{45,52} + \frac{30648,58}{13,22} + \frac{30648,58}{130,20} =$$

$$= 7012,911 \text{ кмоль/ч}$$

Находим объемный расход по формуле 4:

$$V_{\text{н.у.}} = V_{\text{мол}} \cdot 22,4 \quad (4)$$

Найдем объемный расход по формуле (4):

$$V_{\text{н.у.}} = 7012,911 \cdot 22,4 = 157\,089 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Пересчитаем расход при заданных давлении и температуре по формуле 5:

$$V_p = \frac{V_{\text{н.у.}} \cdot P_0 \cdot T}{T_0 \cdot P} \quad (5)$$

Пересчитываем расход при заданных давлении и температуре по формуле (5):

$$V_p = 157\,089 \cdot 1 \cdot (500 + 273) / 5 \cdot 273 = 88959,67 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Расчет электрофильтра

Расход газов при рабочих условиях $V_r = 24,71 \text{ м}^3/\text{с}$.

Необходимая площадь поперечного сечения электрофильтра при скорости газа в электрофильтре $w = 1 \text{ м/с}$ находится по формуле 6:

$$F' = \frac{V_r}{w} \quad (6)$$

Находим площадь поперечного сечения электрофилтра по формуле (6):

$$F' = \frac{24,71}{1} = 24,71 \text{ м}^2$$

По найденному значению площади поперечного сечения электрофилтра выбираем электрофилтр типа УГ2-4-26. Фактическая скорость газа в электрофилтре находится по формуле 7:

$$w_r = \frac{V_r}{F} \quad (7)$$

Находим фактическую скорость газа в электрофилтре по формуле (7):

$$w_r = \frac{24,71}{26} = 0,95 \text{ м/с.}$$

Относительная плотность газов при стандартных условиях ($P_{ст} = 101,3 \text{ кПа}$, $T_{ст} = 20^\circ\text{C}$) находится по формуле 8:

$$b = \frac{(P_{бар} \pm P_r) \cdot 293}{101,3 \cdot 10^5 (273 + T_r)} \quad (8)$$

Относительная плотность газов при стандартных условиях находим по формуле (8):

$$b = \frac{(101,3 - 2) \cdot 293}{101,3 \cdot (273 + 475)} = 0,38.$$

Критическая напряженность электрического поля находится по формуле 9:

$$E_{\text{кр}} = 3,04 \cdot 10^6 \left(b + 0,0311 \sqrt{\frac{b}{R_1}} \right), \quad (9)$$

где R_1 – эквивалентный радиус игольчатого коронирующего электрода.
Критическую напряженность электрического поля находим по формуле (9):

$$E_{\text{кр}} = 3,04 \cdot 10^6 (0,38 + 0,0311 \sqrt{\frac{0,38}{0,001}}) = 3 \cdot 10^6 \text{ В/м.}$$

Критическое напряжение короны для пластинчатого электрофильтры типа УГ находится по формуле 10:

$$U_{\text{кр}} = E_{\text{кр}} R_1 \left(\left(\pi \cdot \frac{H}{S} \right) - \ln \left(\frac{2\pi R_1}{S} \right) \right) \quad (10)$$

где $H = B/2$ – расстояние между плоскостями коронирующих и осадительных электродов;

$B = 0,1 \text{ м}$ – расстояние между одноименными электродами;

$S = 0,18 \text{ м}$ - шаг коронирующих электродов в ряду.

Критическое напряжение короны для пластинчатого электрофильтры типа УГ находим по формуле (10):

$$U_{\text{кр}} = 3 \cdot 10^6 \cdot 0,001 \cdot \left(\left(3,14 \cdot \frac{0,05}{0,18} \right) - \ln \left(\frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,001}{0,18} \right) \right) = 1,27 \cdot 10^4 \text{ В}$$

Подвижность ионов газа при нормальных рабочих условиях $K_0 = 1,518 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{В} \cdot \text{с}$ находится по формуле 11:

$$K = \frac{K_0(273 + T_r) \cdot 101,3}{273 \cdot (P_{\text{бар}} \pm P_r)} \quad (11)$$

Подвижность ионов газа при нормальных рабочих условиях находим по формуле (11):

$$K = \frac{1,518 \cdot 10^{-4} \cdot (273 + 475) \cdot 101,3}{273 \cdot (101,3 - 2)} = 4,24 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{В} \cdot \text{с}$$

Линейная плотность тока короны находится по формуле 12:

$$i_0 = C \cdot U \cdot (U - U_{\text{кр}}), \quad (12)$$

где C по формуле 13:

$$C = \frac{4\pi^2 K f}{9 \cdot 10^9 \cdot S^2 \left(\left(\pi \cdot \frac{H}{d} \right) - \ln \left(\frac{2\pi R_1}{d} \right) \right)}, \quad (13)$$

где $f = 0,068$ при $H/S = 0,1/(2 \cdot 0,2) = 0,25$;

C находим по формуле (13):

$$C = \frac{4 \cdot 3,14^2 \cdot 4,24 \cdot 10^{-4} \cdot 0,068}{9 \cdot 10^9 \cdot 0,18^2 \left(\left(3,14 \cdot \frac{0,1}{0,2} \right) - \ln \left(\frac{2 \cdot 3,14 \cdot 0,001}{0,2} \right) \right)} = 7,75 \cdot 10^{-13} \text{ А/м},$$

где U – напряжение, приложенное к электродам, U = 46 кВ.

Линейная плотность тока короны находится по формуле (12):

$$i_0 = 7,75 \cdot 10^{-13} \cdot 46 \cdot 10^3 \cdot (46 \cdot 10^3 - 1,27 \cdot 10^4) = 1,19 \cdot 10^{-3} \text{ А/м}.$$

Динамическая вязкость газов при рабочих условиях считается по формуле 14:

$$\mu = \mu_0 \frac{273 + C}{T_r + C} \left(\frac{T_r}{273} \right)^{2/3} \quad (14)$$

где μ_0 – вязкость газа при стандартных условиях, Па·с;

C – константа.

Динамическая вязкость газов при рабочих условиях считаем по формуле (14):

$$\mu = 17 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{273 + 114}{273 + 475 + 114} \left(\frac{273 + 475}{273} \right)^{2/3} = 14,9 \cdot 10^{-6} \text{ Па} \cdot \text{с}$$

Скорость дрейфа частиц к пылесадительному электроду находится по формуле 15:

$$w = \frac{0,118 \cdot 10^{-11} \cdot E^2 \cdot g}{\mu} \cdot d_{\text{ч}} \cdot \left(1 + \frac{A \cdot s}{d_{\text{ч}}} \right), \quad (15)$$

где $A = 0,815$; $s = 1 \cdot 10^{-7}$;

E – напряженность электрического поля, В/м.

Напряженность электрического поля для пластинчатого электрофильтра находят по формуле 16:

$$E = \sqrt{\frac{8 i_0 \cdot H}{4\pi \varepsilon_0 R d'}} \quad (16)$$

где R – подвижность ионов, $\text{м}^2/(\text{В} \cdot \text{с})$:

$$R = R_0 \cdot \frac{101,3 \cdot 10^5}{2 \cdot 101,3 \cdot 10^5} = 1,85 \cdot 10^{-4} \cdot 0,5 = 0,925 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{В} \cdot \text{с}.$$

Напряженность электрического поля для пластинчатого электрофильтра находим по формуле (16):

$$E = \sqrt{\frac{8 \cdot 1,19 \cdot 10^{-3} \cdot 0,1}{4 \cdot 3,14 \cdot 8,85 \cdot 10^{-12} \cdot 0,925 \cdot 10^{-4} \cdot 0,2}} = 0,68 \cdot 10^6 \text{ В/м}$$

Скорость дрейфа частиц к пылесадительному электроду по формуле (15):

$$w = \frac{0,118 \cdot 10^{-11} \cdot (0,68 \cdot 10^6)^2 \cdot 9,81}{14,9 \cdot 10^{-6}} \cdot 0,15 \cdot 10^{-4} \cdot \left(1 + \frac{0,815 \cdot 1 \cdot 10^{-7}}{0,15 \cdot 10^{-4}}\right) = 0,542 \text{ м/с}$$

Принимаем к установке электрофильтр марки УГ2-4-26 с характеристиками из таблицы 5.

Таблица 5 – Характериситики электрофильтра УГ2-4-26

Количество полей, шт	4
Температура на входе, °С	475
Гидравлическое сопротивление, Па	15
Площадь активного сечения, м ²	0,3
Расход электроэнергии, кВт/ч	0,3
Разрежение, Па	400
Допускаемая концентрация, г/м ³	50

Для очистки дымовых газов, выходящих из регенератора Р-14, также потребуется установить электрофильтр. Рассчитаем его материальный баланс

и выполним конструктивный расчет.

Схема материальных потоков электрофилтра приведена на рисунке 9.

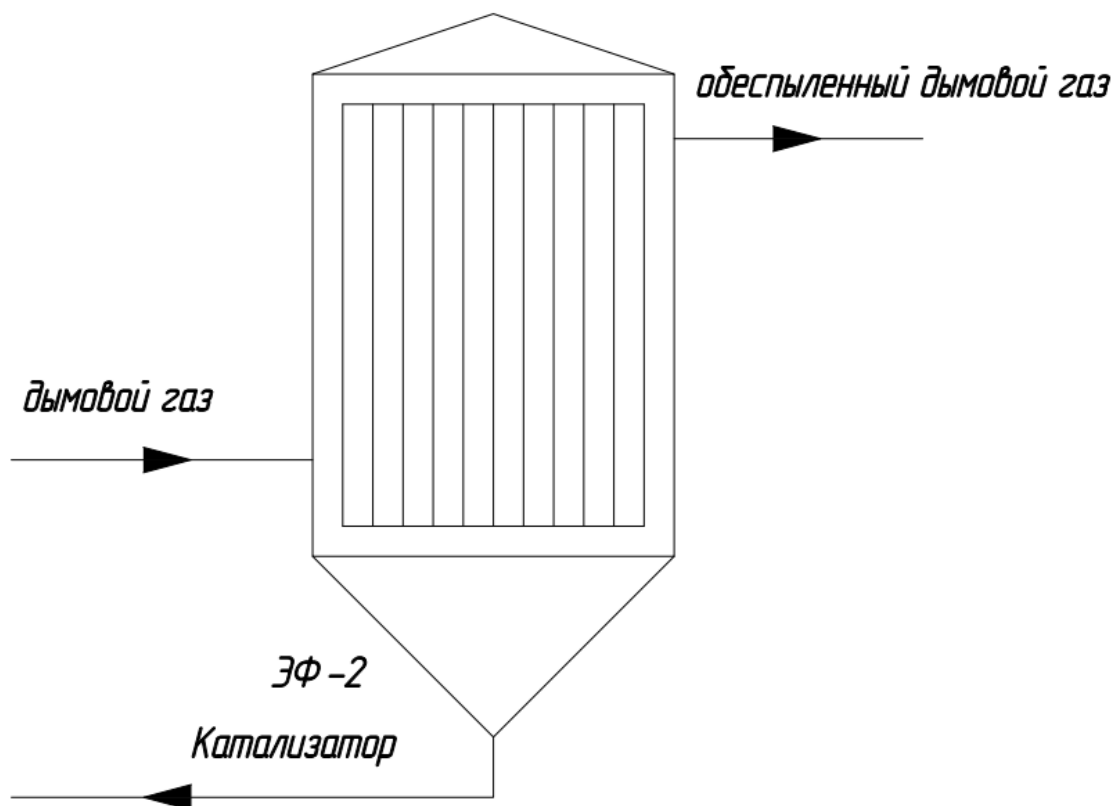


Рисунок 9 – Схема материальных потоков электрофилтра ЭФ-2.

Пересчитываем расход при заданных давлении и температуре по формуле (5):

$$V_p = 157\,089 \cdot 1 \cdot (500 + 273) / 5 \cdot 273 = 88959,67 \text{ м}^3/\text{ч} \text{ или } 24,71 \text{ м}^3/\text{с}$$

Согласно таблице 4 с реакционными газами уносится $159,7 \text{ кг/ч} = 0,044 \text{ кг/с}$ катализатора.

Тогда запыленность контактного газа на выходе из контактного аппарата Р5 составит:

$$z_{p5} = 0,044 \cdot 24,74 = 1,087 \text{ кг/м}^3$$

Зная диаметр контактного аппарата Р5 ($D_{p5} = 5$ м), определим скорость контактного газа в нем по формуле 17:

$$w_{p5} = \frac{4 V_p}{\pi D_{p5}^2} \quad (17)$$

Рассчитаем скорость контактного газа в нем по формуле (17):

$$w_{p5} = \frac{4 \cdot 24.71}{3.14 \cdot 5^2} = 1.26 \text{ м/с}$$

Регенератор работает при следующих условиях: $t = 650$ °С; $p_{изб} = 0.5$ кгс/см².

На регенерацию катализатора подается 300 м³ метана. Для полного сгорания метана требуется воздух в соотношении CH_4 : воздух = 1: 11.

При полном сгорании метана объем газов остается неизменным. Поэтому будем считать, что в фильтр подается газозоудшной смеси:

$$V_r = 300 + 300 \cdot 11 = 3600 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Рассчитаем молярный объем газа в регенераторе по формуле (3):

$$V_{\text{мол}} = \frac{300}{16} + \frac{3300}{29} = 132.54 \text{ кмоль/ч}$$

Рассчитываем объемный расход газа при нормальных условиях по формуле (4):

$$V_{\text{н.у.}} = V_{\text{мол}} \cdot 22.4 = 132.54 \cdot 22.4 = 2969 \text{ м}^3/\text{ч}$$

Объемный расход газа при рабочих условиях по формуле (5) составит:

$$V_p = \frac{2969 \cdot 1 \cdot (273 + 650)}{273 \cdot (1 + 0,5)} = 10038 \frac{\text{м}^3}{\text{ч}} = 2,79 \text{ м}^3/\text{с}.$$

Диаметр регенератора P14 $D_{p14} = 5,4$ м. Определим скорость газа в регенераторе P14 по формуле (17):

$$w_{p14} = \frac{4 \cdot 2,79}{3,14 \cdot 5,4^2} = 0,122 \text{ м/с}.$$

Количество уносимой пыли пропорционально скорости потока газа. Так как дисперсность катализатора одинакова в обоих реакторах, соответственно скорость витания частиц также одинакова. Поэтому найдя соотношение скоростей газов в контактном аппарате P4 и регенераторе P14, можно определить запыленность газов регенерации.

$$\frac{w_{p5}}{w_{p14}} = \frac{1,26}{0,122} = 10,33.$$

Тогда

$$\frac{z_{p5}}{z_{p14}} = 10,33.$$

Отсюда

$$z_{p14} = \frac{z_{p5}}{10,33} = 0,105 \text{ кг/м}^3.$$

Принимаем следующие характеристики электрофилтра:

- диаметр коронирующих электродов D , м – $2,5 \cdot 10^{-3}$,
- расстояние между электродами d , м - 0,3,
- расстояние между плоскостями осадительных и коронирующих электродов, м - 0,15.

Фракционный состав пыли перед электрофильтром запишем в таблицу 6.

Таблица 6 - Фракционный состав пыли перед электрофильтром

d , мкм	25	20	15	10	5
Φ_i , %	10	10	10	35	35

Относительная плотность газов при стандартных условиях ($P_{\text{ст}} = 101,3$ кПа, $T_{\text{ст}} = 20^\circ\text{C}$) по формуле 18:

$$b = \frac{(p_0 \pm p_1) \cdot 293}{p_0(273 + T_r)} \quad (18)$$

где p_0 – атмосферное давление, Па;

p_1 – избыточное давление, Па;

T_r – температура газа, $^\circ\text{C}$.

Относительная плотность газов при стандартных условиях по формуле (18):

$$b = \frac{(101,3 - 0,2) \cdot 293}{101,3 \cdot (273 + 300)} = 0,66$$

Рассчитаем критическую напряженность электрического поля по формуле (9):

$$E_{\text{кр}} = 3,04 \cdot 10^6 \left(0,39 + 0,0311 \sqrt{\frac{2 \cdot 0,66}{2,5 \cdot 10^{-3}}} \right) = 4,2 \cdot 10^6 \text{ В/м}$$

Рассчитаем критическое напряжение короны для пластинчатого электрофилтра типа УГ по формуле (10):

$$U_{кр} = 3 \cdot 10^6 \cdot \frac{2,5 \cdot 10^{-3}}{2} \cdot \left(\left(3,14 \cdot \frac{0,15}{0,3} \right) - \ln \left(\frac{2 \cdot 3,14 \cdot 2,5 \cdot 10^{-3}}{0,3} \right) \right) =$$

$$= 2,74 \cdot 10^4 \text{ В}$$

Подвижность ионов газа при нормальных $K_0 = 1,8 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{В} \cdot \text{с}$ рабочих K условиях по формуле (11):

$$K = \frac{1,8 \cdot 10^{-4} \cdot (273 + 300) \cdot 101,3}{273 \cdot (101,3 - 0,2)} = 3,78 \cdot 10^{-4} \text{ м}^2/\text{В} \cdot \text{с}$$

С находим по формуле (13) ($f = 0,0423$ при $\frac{H}{d} = \frac{0,3}{0,3} = 1$):

$$C = \frac{4 \cdot 3,14^2 \cdot 3,78 \cdot 10^{-4} \cdot 0,0423}{9 \cdot 10^9 \cdot 0,3^2 \left(\left(3,14 \cdot \frac{0,3}{0,3} \right) - \ln \left(\frac{2 \cdot 3,14 \cdot 2,5 \cdot 10^{-3}}{0,3} \right) \right)} =$$

$$= 0,66 \cdot 10^{-12} \text{ А/м}$$

Подставляя найденные величины в уравнение (12), получим линейную плотность потока:

$$i_0 = 0,66 \cdot 10^{-12} \cdot 46 \cdot 10^3 \cdot (46 \cdot 10^3 - 2,74 \cdot 10^4) = 0,647 \cdot 10^{-3} \text{ А/м}$$

C – константа. $C = 114$. Рассчитаем динамическую вязкость газов при рабочих условиях по формуле (14):

$$\mu = 17 \cdot 10^{-6} \cdot \frac{273 + 114}{273 + 300 + 114} \left(\frac{273 + 300}{273} \right)^{2/3} = 15,7 \cdot 10^{-6} \text{ Па}$$

Напряженность электрического поля по формуле (16) составит:

$$E = \sqrt{\frac{8 \cdot 0,647 \cdot 10^{-3} \cdot 0,15}{4 \cdot 3,14 \cdot 8,85 \cdot 10^{-12} \cdot 0,925 \cdot 10^{-4} \cdot 0,3}} = 0,5 \cdot 10^6 \text{ В/м}$$

Скорость дрейфа частиц к пылесадительному электроду по формуле (15):

$$w_1 = \frac{0,118 \cdot 10^{-11} \cdot (0,5 \cdot 10^6)^2 \cdot 9,81}{15,7 \cdot 10^{-6}} \cdot 0,25 \cdot 10^{-4} \cdot \left(1 + \frac{0,815 \cdot 1 \cdot 10^{-7}}{0,25 \cdot 10^{-4}} \right) =$$

$$= 0,46 \text{ м/с};$$

$$w_2 = \frac{0,118 \cdot 10^{-11} \cdot (0,5 \cdot 10^6)^2 \cdot 9,81}{15,7 \cdot 10^{-6}} \cdot 0,2 \cdot 10^{-4} \cdot \left(1 + \frac{0,815 \cdot 1 \cdot 10^{-7}}{0,2 \cdot 10^{-4}} \right) =$$

$$= 0,37 \text{ м/с};$$

$$w_3 = \frac{0,118 \cdot 10^{-11} \cdot (0,5 \cdot 10^6)^2 \cdot 9,81}{15,7 \cdot 10^{-6}} \cdot 0,15 \cdot 10^{-4} \cdot \left(1 + \frac{0,815 \cdot 1 \cdot 10^{-7}}{0,15 \cdot 10^{-4}} \right) =$$

$$= 0,28 \text{ м/с};$$

$$w_4 = \frac{0,118 \cdot 10^{-11} \cdot (0,5 \cdot 10^6)^2 \cdot 9,81}{15,7 \cdot 10^{-6}} \cdot 0,1 \cdot 10^{-4} \cdot \left(1 + \frac{0,815 \cdot 1 \cdot 10^{-7}}{0,1 \cdot 10^{-4}} \right) =$$

$$= 0,18 \text{ м/с};$$

$$w_5 = \frac{0,118 \cdot 10^{-11} \cdot (0,5 \cdot 10^6)^2 \cdot 9,81}{15,7 \cdot 10^{-6}} \cdot 0,05 \cdot 10^{-4} \cdot \left(1 + \frac{0,815 \cdot 1 \cdot 10^{-7}}{0,05 \cdot 10^{-4}} \right) =$$

$$= 0,093 \text{ м/с}.$$

Данные расчета скоростей отразим в таблице 5.

Таблица 7 – Скорость дрейфа частиц

Размер частиц, мкм	25	20	15	10	5
Скорость дрейфа, м/с	0,46	0,37	0,28	0,18	0,093

Принимаем к установке электрофильтр марки ЭГА1-12-7,5-4-4, характеристики которого приведены в таблице 8.

Таблица 8 – Характеристика электрофильтра ЭГА1-12-7,5-4-4

Количество газовых проходов, шт	14
Активная высота электродов, м	7,5
Активная длина поля, м	2,56
Количество полей, шт	4
Площадь активного сечения, м ²	28,7
Общая площадь осаждения, м ²	2210
Габаритные размеры:	
Длина, м	17,62
Ширина, м	4,4
Высота, м	13,9

Удельная поверхность осаждения по формуле 19:

$$f = \frac{S}{V_r} \quad (19)$$

Удельную поверхность осаждения находим по формуле (19):

$$f = \frac{2210}{2,79} = 792 \text{ м}^2/\text{м}^3$$

Действительная скорость дрейфа частиц находится по формуле (20):

$$w = 0,5w_i \quad (20)$$

Расчет действительной скорости частиц разных размеров сведем в таблицу 9.

Таблица 9 – Действительная скорость дрейфа частиц

Размер частиц, мкм	25	20	15	10	5
Скорость дрейфа w_d , м/с	182,16	146,5	110,88	71,28	36,432

Ожидаемая степень очистки находим по формуле 21:

$$\eta = 1 - \exp[-fw_{di}] \quad (21)$$

Для частиц разных размеров рассчитаем значение fw_{di} , результаты отразим в таблице 10.

Таблица 10 – Расчет значения fw_{di} для частиц

Размер частиц, мкм	25	20	15	10	5
$\eta = 1 - \exp[-fw_{di}] \cdot 100, \%$	100	100	100	100	99,99

Значения фракционной степени очистки газа приводим в таблице 11.

Таблица 11 – Значения фракционной степени очистки газа

Размер частиц, мкм	25	20	15	10	5
Скорость дрейфа w_d , м/с	0,23	0,185	0,14	0,09	0,046

Общая степень очистки газа составляет по формуле 22:

$$\eta = \sum_{i=1}^n \frac{\eta_{d_i} \cdot \Phi_i}{100} \quad (22)$$

Общую степень очистки газа рассчитаем по формуле (22):

$$\eta = \frac{100 \cdot 5}{100} + \frac{100 \cdot 10}{100} + \frac{100 \cdot 15}{100} + \frac{100 \cdot 30}{100} + \frac{99,9 \cdot 40}{100} = 99,9\%.$$

Концентрация пыли в отходящих газах после электрофилтра по формуле 23 составляет:

$$Z_{к.р14} = Z_{н.р14} - \frac{\eta \cdot Z_{н.р14}}{100} \quad (23)$$

Концентрацию пыли в отходящих газах после электрофилтра находим по формуле (23):

$$Z_{к.р14} = 0,105 - \frac{99,9 \cdot 0,105}{100} = 0,0001 \text{ кг/м}^3 \text{ или } 0,0003 \text{ г/с.}$$

Вывод: Электрофилтр можно принять к установке, так как достигается необходимая степень очистки.

3.4 Сравнительные преимущества сухой и гидромеханической очистки газов от катализаторной пыли

Самым главным достоинством сухой очистки газов от катализаторной пыли является то, что при его очистке не образуется большое количество шлама и не происходит его захоронения на полигонах. Катализаторную пыль, которая осела на электродах в электрофилтре намного проще переработать, чем катализаторную пыль, находящуюся в мокром составе шлама.

Катализаторную пыль, переработанную после очистки на электрофилт্রে, можно использовать повторно на производстве, что позволяет сохранить окружающую среду от выбросов алюминия, входящего в состав шлама при очистке контактного газа гидромеханическим методом.

Вывод: в результате расчета мы определили, что при скорости движения газа 1 м/с достаточно площади поперечного сечения филтра 24,71 м². На основании этого мы приняли к установке электрофилтр УГ2-4-26 с площадью поперечного сечения 26 м² и применяемый при высоких температурах газа и допускаемой концентрации твердых частиц в газе 50 г/м³. Электрофилтр имеет невысокое гидравлическое сопротивление, высокую эффективность очистки, отсутствуют жидкие стоки, характеризуется простотой обслуживания и невысоким расходом.

Таким образом, целесообразно применение электрофилтра для очистки контактного газа.

Сравнительные преимущества очистки контактного газа на электрофилтре и очистки контактного газа в скруббере приведены в таблице 12.

Таблица 12 - Сравнительные преимущества сухой и мокрой очистки контактного газа от катализаторной пыли.

Сравнительные характеристики	Мокрая очистка контактного газа	Сухая очистка контактного газа
Потребление воды	Циркуляция воды в скруббере поступает насосом, подаваемым шламовую воду с давлением 0,6-0,8 мПа. Со скоростью 10-15 м ³ /час идет на стадию очистки отстойник, где сгущаются в шлам. Количество воды на образование шлама 30,0 м ³ /ч	Очистка происходит без использования воды и в результате шлам не образуется

Продолжение таблицы 12

Коррозионный эффект	Теплообменное оборудование подвергается повышенному коррозионному воздействию в связи с чем применяются легированные стали	Ввиду отсутствия водной среды и агрессивных газов, коррозионный эффект незначителен, применяются углеродистые стали
Электроэнергия	323 кВт/ч	304кВт/ч Электроэнергии тратиться меньше, чем в гидромеханической очистке
Степень очистки	99,1-99,7 %	98-99,9% Степень очистки выше, чем в гидромеханической очистке
Гидравлическое сопротивление	600 кПа	15 кПа Давление меньше, чем в гидромеханической очистке
Надежность и эксплуатационные затраты	Схема содержит скруббер, теплообменники циркуляционные насосы, отстойники.	Очистка осуществляется в электрофилт্রে
Процесс восстановления катализатора	При мокрой очистке контактного газа от катализаторной пыли в скруббере, образуется шлам, который в последствии отправляется на захоронение на полигонах, что неблагоприятно влияет на окружающую среду.	Катализатор, который прошел очистку в электрофилт্রে далее поступает в регенератор Р-14 и реактор Р-5. Т.е данный вид очистки позволяет повторно использовать катализатор без его захоронения
Расход катализатора	0,5кг/тонну продукции	0,4кг/тонну за счет возврата катализатора

Сухая очистка имеет ряд преимуществ перед мокрой очисткой контактного газа от катализаторной пыли. При сухой очистке контактного газа не образуется шлама, затрачивается меньше времени на саму очистку, а также, отработанную катализаторную пыль можно использовать повторно на производстве или отправить на агломерацию, не производя её захоронения на полигонах. Затраты электроэнергии двух методов сопоставимы. Сухая очистка ничем не уступает по эффективности, при соблюдении норм технологического режима, гидромеханической для очистки контактного газа от катализаторной пыли, а также не ускоряет процессов коррозии, не требует затрат водных ресурсов.

И, самое главное, при сухой очистке контактного газа на электрофилтре, катализаторную пыль, осевшую на пластинах пластинчатого электрофилтра, переработать и привести в пригодное состояние намного проще, чем катализаторную пыль при мокрой очистке, входящую в состав шлама. Существующее оборудование позволяет вернуть катализатор в технологический процесс.

Заключение

Очистка контактного газа установки дегидрирования изобутана построена на использовании гидродинамических методов. Газы проходят скруббер, орошаемый водой. Из загрязненной воды выделяется шлам, осветленная вода направляется на циркуляцию в скруббер. Шлам содержащий частицы алюмохромового катализатора требует переработки. В данный момент он подвергается захоронению в шламонакопителе. Что нерационально и приводит к затратам, связанным непосредственно с получением шлама и повышенной нагрузки на окружающую среду.

Альтернативой данному способу является применение сухой очистки газа при помощи электрофилтра. Способ позволяет сохранить степень очистки, характерную для гидромеханического. В результате:

- отходы образуются в твердом виде и могут быть направлены в технологический цикл.
- отсутствует необходимость использования подготовленной воды в скруббере в размере 10-15 м³/час.
- сокращается технологическое оборудование, используемое для очистки газа (скруббер, гидроциклон, фильтр-пресс, насосы).

Электрофилтр необходимый для реализации данного процесса, имеет следующие параметры:

- марка - УГ2-4 - 26;
- количество полей, шт - 4;
- температура на входе, °С - 475;
- гидравлическое сопротивление, Па - 15;
- площадь активного сечения, м² - 0,3;
- расход электроэнергии, кВт/ч - 0,3;
- разрежение, Па - 400;
- допускаемая концентрация, г/м³ - 50.

Список используемой литературы и используемых источников

1. Валеев С.И. «Очистка сточных вод в гидроциклонах систем оборотного водоснабжения». Казань, 2010.
2. Гридин, А.Д. Охрана труда и безопасность на вредных и опасных производствах / А.Д. Гридин. - М.: Альфа-Пресс, 2011. - 160 с.
3. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: учеб. для вузов. В 2 кн. Ч. 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. - 2-е изд. - Москва: Химия, 1995. - 368 с.
4. Дытнерский Ю. И. Процессы и аппараты химической технологии: учеб. для вузов. В 2 кн. Ч. 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю. И. Дытнерский. - 2-е изд. - Москва: Химия, 1995. - 400 с.
5. ИТС по наилучшим доступным технологиям ИТС-32-2017-«Производство-полимеров-в-том-числе-биоразлагаемых» 2017 г.
6. Калыгин В. Г. «Промышленная экология»: учеб. пособие 2006 - 432 с. – ISBN 5-7695-2916-4.
7. Казакова Ю.М., Хусаинова Р.М., Вольфсон С.И. «Катализаторы дегидрирования в качестве наполнителя резиновых смесей, Каучук и резина». – 2008 – № 4 – с.30-32.
8. Обращение с отходами в Самарской области. Ежегодный информационно-аналитический сборник. Самара.: Фонд социал.-эколог. реабилитации, 2006. - 76 с.
9. Постоянный технологический регламент производства синтетического бутилкаучука ТР-БК-5,6,8-36-18, ООО «СИБУР Тольятти», г.Тольятти, 2018 г.
10. Пономарева О. С., Махоткина Е. С. Диверсификация производства: использование отходов производства вторичного алюминия в доменной печи при выплавке глиноземистых шлаков // Молодой ученый. — 2016. — №14. — С. 163-166. — URL

<https://moluch.ru/archive/118/32742/> (дата обращения: 24.04.2022).

11. Преимущества и недостатки очистки газов фильтрацией [Электронный ресурс]: Казахский национальный технический университет им. К. И. Сатпаева URL: <https://studfile.net/preview/9415354/page:11/> (дата обращения: 24.04.2022).

12. Патент РФ 2627667С1. Катализатор с низким содержанием оксида хрома для дегидрирования изобутана и способ дегидрирования изобутана с его использованием// Бугрова Т.А., Салаев М.А., Мамонтов Г.В./ ФГАОУ ВО «НИ ТГУ» 2017 г.

13. СИБУР затратил на консервацию шламонакопителя в Тольятти 30 млн рублей [Электронный ресурс]: Статья на сайте Сибур URL: <https://nangs.org/news/business/sibur-zatratil-na-konservatsiyu-shlamonakopitelya-v-tolyatti-30-mln-rublej> (дата обращения: 24.04.2022).

14. Трубчатый электрофильтр [Электронный ресурс]: Аппаратура процессов разделения гомогенных и гетерогенных систем URL: <https://studfile.net/preview/6658339/page:26/> (дата обращения: 24.04.2022).

15. Утилизация твердых отходов нефтехимических производств [Электронный ресурс]: Отходы нефтехимических производств - сырьё для ресурсосберегающих технологий URL: https://bstudy.net/836378/tehnika/utilizatsiya_tverdyh_othodov_neftehimicheskikh_proizvodstv (дата обращения: 24.04.2022).

16. Фролова, Т. А. Экономика предприятия: лекции / Т.А. Фролова. — Таганрог: ТРТУ, 2015. — С.15.

17. Электрофильтры [Электронный ресурс]: Установки и фильтры для очистки газов. Газоочистное оборудование URL: <https://oil-filters.ru/electrofilters/> (дата обращения: 24.04.2022).

18. Эффективная практика глубокой переработки газового сырья в химическую продукцию на предприятиях ОАО «СИБУР Холдинг» и используемые технологические процессы / Под ред. Э.А. Майера. Томск: ИД ТГУ, 2014. 476 с.

19. Электрофилтры пластинчатые [Электронный ресурс]: Выдержка из книги Юдашкин М.Я. Механическое оборудование установок очистки газов URL: <https://www.ngpedia.ru/id614535p1.html> (дата обращения: 24.04.2022).
20. Студопедия [Электронный ресурс]: Описание цикла регенерации катализатора риформинга URL: https://studopedia.ru/14_11642_opisanie-tsikla-regeneratsii-katalizatora-riforminga.html (дата обращения: 24.04.2022).
21. Editors: Jos Barlow, Nathalie Pettorelli, Phil Stephens, Martin Nuñez and Michael Bode Impact factor: 5.30 ISI Journal Citation Reports Ranking 2016: 3/54 (Biodiversity Conservation) 15/153 (Ecology) - Online ISSN: 1365-2664.
22. Novinski, F. Dehydrogenation activity catalyst / F. Novinski, M. Sopa – Bull. Acad. Pol. Sci. Ser. Sci. chem., 2018. – p. 254.
23. Philippou, A., Naderi. Dehydration of tert-butanol on the main catalysts EST-10. // Catal / Lett -1998-53 №3-4 с.221-224.
24. Sardarly, A. M. Promotion effect and role of antimony in oxidative dehydrogenation of isobutane over alumina supported V–Sb oxide catalysts. Intern. Scientific Conf./ A. M. Sardarly, V. P. Vislovskiy, G. Z. Suleymanov, D. B. Tagiyev. – Karlovy Vary, 2015. – p–p 57–64.
25. Sanfilippo, D. Dehydrogenation of paraffins: synergies between catalyst design and reactor engineering / D. Sanfilippo, I. Miracca // Catalysis Today. - 2006. – V. 111. - P. 133.